

PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 10-305216

(43)Date of publication of application : 17.11.1998

(51)Int.Cl.

B01D 61/08
B01D 61/02
B01D 61/02
B01D 61/12
B01D 61/58
B01D 69/12
B01D 71/56
C02F 1/44

(21)Application number : 09-115470

(71)Applicant : NITTO DENKO CORP

(22)Date of filing : 06.05.1997

(72)Inventor : ANDO MASAOKI

HIROSE MASAHIKO

KAWADA ICHIRO

(54) REVERSE OSMOSIS MEMBRANE DEVICE AND HIGH CONCENTRATION SOLUTION SEPARATION

(57)Abstract:

PROBLEM TO BE SOLVED: To enable to effectively and stably obtain fresh water from high concentration solution in higher recovery and at low energy by installing a specified first reverse osmosis membrane module at the prestage and installing a specified second reverse osmosis membrane module at the poststage.

SOLUTION: A first reverse osmosis membrane module uses as raw water a 3.5% salt solution of pH 6.5 (water solution of 3.5% salt concentration) and preferably functions to block salt to 99% or more after operated for 1 hr at temperature of 25°C and operating pressure of 5.5 Mpa. A second reverse osmosis membrane module uses as raw liquid a 0.05% salt solution of pH 6.5 with permeation flux thereof being 0.08 m³/m² (kgf/m²)/day or more at temperature of 25°C, and preferably functions to block salt to 99% or more after operated for 30 min at operating pressure of 0.5 Mpa. A reverse osmosis membrane separator is provided with the first reverse osmosis membrane module and the second reverse osmosis membrane module at the prestage and the poststage respectively.

LEGAL STATUS

[Date of request for examination]

[Date of sending the examiner's decision of rejection]

[Kind of final disposal of application other than the examiner's decision of rejection or application converted registration]

[Date of final disposal for application]

[Patent number]

[Date of registration]

[Number of appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of requesting appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of extinction of right]

Copyright (C); 1998,2003 Japan Patent Office

* NOTICES *

Japan Patent Office is not responsible for any damages caused by the use of this translation.

1. This document has been translated by computer. So the translation may not reflect the original precisely.
2. **** shows the word which can not be translated.
3. In the drawings, any words are not translated.

DETAILED DESCRIPTION

[Detailed Description of the Invention]

[0001]

[The technical field to which invention belongs] this invention relates to the reverse osmosis membrane decollator for obtaining a low concentration solution from a high concentration solution with high recovery using a reverse osmosis membrane module, and the separation method of a high concentration solution.

[0002]

[Description of the Prior Art] With the increase in the water demand by the fall of rainfall in recent years, the improvement in life level, diversification of industry, etc., the damage of a water shortage spreads nationally and establishment of the adequate supply method of water resources is becoming pressing need. Promising ** of the freshening method of the seawater by the reverse osmosis membrane is most carried out from profitableness, such as energy saving, a ** space, and a low cost, also in it.

[0003] By seawater desalination processing using the reverse osmosis membrane, seawater is supplied to a reverse osmosis membrane by the pressure more than the osmotic pressure of seawater. The supplied seawater is divided into a permeate and a retentate by transparency operation of a reverse osmosis membrane, and permeates are collected.

[0004] Now, in the seawater desalination plant using the reverse osmosis membrane put in practical use, the operating pressure force of 5-6 or more MPas is given to a reverse osmosis membrane, and operation is performed for the rate (recovery) of the permeate collected from the supplied seawater at about 40%. Here, recovery is given by $\text{recovery (\%)} = \text{water permeate flow} / \text{amount of feedwaters} \times 100$.

[0005] In such operational status, when the salinity concentration of seawater is 3.5%, the salinity concentration of the condensed seawater (retentate) is raised even to about 6%, and the osmotic pressure of a retentate serves as about 4.5 MPa(s). Then, the operating pressure force added to a reverse osmosis membrane is set up so that it may become higher than the osmotic pressure of a retentate, and it is set as 5-6 or more MPas as mentioned above.

[0006]

[Problem(s) to be Solved by the Invention] In order to reduce further the fresh-water-generation cost in the seawater desalination processing using the reverse osmosis membrane, it is desirable to raise the recovery of the fresh water (permeate) to the amount of seawater supplied.

[0007] However, if it is going to raise the recovery of fresh water, the operating pressure force to a reverse osmosis membrane will go up. For example, the case where the membrane-separation equipment put in practical use in seawater desalination processing now, i.e., the membrane-separation equipment which arranged one kind of reverse osmosis membrane module to two or more parallel, is operated at 60% of recovery is assumed. In this case, when the salinity concentration of the seawater supplied is 3.5%, the salinity concentration of the retentate becomes 8.8%, and the osmotic pressure of this retentate rises even to about 7 MPa(s). For this reason, 8-9 or more MPas of operating pressure force to a reverse osmosis membrane are needed.

[0008] However, if it operates by such high operating pressure force, the pressure load to a reverse

osmosis membrane will become excessive, and it will become easy to produce fouling (film surface dirt). Moreover, film degradation may be caused depending on the kind of fouling matter.

[0009] Furthermore, since the solute concentration of a retentate becomes high, the concentration of scale components, such as the seawater component contained in a retentate, for example, a calcium carbonate, and a calcium sulfate, becomes high, it becomes more than solubility, and the problem which it deposits [problem] in the film surface of a reverse osmosis membrane, and generates a scale arises.

[0010] In addition, the reverse osmosis membrane module of high rejection is arranged to multi-stage for the purpose of obtaining fresh water from seawater with high recovery, the pressure up of the retentate of the preceding paragraph is carried out using the booster pump for pressure ups, and the method (JP,8-108048,A) of processing a retentate by high pressure, the method (JP,8-206460,A) of arranging the reverse osmosis membrane module and loose RO membrane module of high rejection to multi-stage, and obtaining fresh water with high recovery, etc. are proposed.

[0011] Thus, to obtain fresh water from a high concentration solution efficiently with high recovery with fewer energy is desired conventionally.

[0012] recovery with the higher purpose of this invention -- and it is offering the separation method of of a high concentration solution to the reverse osmosis membrane decollator which can obtain fresh water efficiently and stably and a high concentration solution with few energy

[0013]

[A The means for solving a technical problem and an effect of the invention] In the reverse osmosis membrane decollator which the reverse osmosis membrane decollator concerning this invention prepares the 1st reverse osmosis membrane module in the preceding paragraph, and comes to prepare the 2nd reverse osmosis membrane module in the latter part The salt rejection after the 1st reverse osmosis membrane module's using solution of 3.5% of salt concentration of pH 6.5 as an undiluted solution and operating for 1 hour by the temperature of 25 degrees C and operating pressure force 5.5MPa has 99% or more of performance. The 2nd reverse osmosis membrane module Transparency flux with a temperature [to solution of 0.05% of salt concentration of pH 6.5] of 25 degrees C is $0.08\text{m}^3 / \text{m}^2 / (\text{kgf}/\text{cm}^2)$ / Japanese not less, and solution of 0.05% of salt concentration of pH 6.5 is used as an undiluted solution. The salt rejection after operating for 30 minutes by the temperature of 25 degrees C and operating pressure force 0.5MPa has 99% or more of performance.

[0014] In the reverse osmosis membrane decollator concerning this invention, the large reverse osmosis membrane of transparency flux is used for the 2nd reverse osmosis membrane module to the low operating pressure force. For this reason, the transparency liquid of a high flow rate [reverse osmosis membrane module / of the 2nd step / not only the reverse osmosis membrane module of the 1st step but] is obtained, and a reverse osmosis membrane decollator can be operated with high recovery by this.

[0015] Moreover, you may have the duct which supplies the concentration liquid obtained by the 1st reverse osmosis membrane module to the 2nd reverse osmosis membrane module. By this duct, the concentration liquid obtained from the 1st reverse osmosis membrane module is supplied to the 2nd reverse osmosis membrane module as it is. For this reason, the booster pump for carrying out the pressure up of the concentration liquid from the 1st reverse osmosis membrane module, and sending it out to the 2nd reverse osmosis membrane module can be made unnecessary, and low-cost-izing and energy saving of a reverse osmosis membrane decollator can be attained.

[0016] Furthermore, you may have further the duct which returns the transparency liquid obtained by the 2nd reverse osmosis membrane module to the upstream of the 1st reverse osmosis membrane module.

[0017] In this case, with the transparency liquid obtained by the 2nd reverse osmosis membrane module, an undiluted solution is diluted and the 1st reverse osmosis membrane module is supplied. For this reason, elevation of the osmotic pressure of the concentration liquid of the 1st reverse osmosis membrane module is suppressed, and the operating pressure force of the 1st reverse osmosis membrane module can be suppressed by it. So, operation by the low operating pressure force is attained, and it contributes to energy saving of a reverse osmosis membrane decollator.

[0018] Furthermore, you may have further the duct which joins and takes out to the exterior the

transparency liquid obtained by the 1st reverse osmosis membrane module and the transparency liquid obtained by the 2nd reverse osmosis membrane module.

[0019] In this case, the 1st and 2nd reverse osmosis membrane modules have [both] the high salt prevention performance. For this reason, the transparency liquid from which salt was removed by the time it exceeded the predetermined reference value, while the recovery of transparency liquid increased by making the transparency liquid from the 1st reverse osmosis membrane module and the transparency liquid from the 2nd reverse osmosis membrane module join can be obtained.

[0020] As for especially the reverse osmosis membrane of the 2nd reverse osmosis membrane module, it is desirable that it is the bipolar membrane of the skin and porosity base material which consist of all bridge formation aromatic polyamides. Furthermore, as for the front face of a skin which consists of all bridge formation aromatic polyamides, it is desirable that average surface roughness has the irregularity of 55nm or more. In addition, it asks for average surface roughness by the formula defined in the column of "the gestalt of implementation of invention."

[0021] In this case, transparency flux is raised by split-face-izing the front face of the reverse osmosis membrane of the 2nd reverse osmosis membrane module, and increasing a surface area. Thereby, the transparency volume from the 2nd reverse osmosis membrane module increases, and the recovery of a reverse osmosis membrane decollator can be raised.

[0022] The separation method of the high concentration solution concerning this invention supplies a high-concentration processed liquid to the 1st reverse osmosis membrane module in which the salt rejection after operating for 1 hour by the temperature of 25 degrees C and operating pressure force 5.5MPa by using solution of 3.5% of salt concentration of pH 6.5 as an undiluted solution has 99% or more of performance, and carries out separation processing. The concentration liquid Transparency flux with a temperature [to solution of 0.05% of salt concentration of pH 6.5] of 25 degrees C is 0.08m³ / m²/(kgf/cm²) / Japanese not less, and solution of 0.05% of salt concentration of pH 6.5 is used as an undiluted solution. The salt rejection after operating for 30 minutes by the temperature of 25 degrees C and operating pressure force 0.5MPa supplies the 2nd reverse osmosis membrane module which has 99% or more of performance, and carries out separation processing.

[0023] In the separation method of the high concentration solution concerning this invention, the large reverse osmosis membrane of transparency flux is used for the 2nd reverse osmosis membrane module to the low operating pressure force. For this reason, the transparency liquid of a high flow rate [reverse osmosis membrane module / of the 2nd step / not only the reverse osmosis membrane module of the 1st step but] is obtained, and the recovery of transparency liquid is raised by this.

[0024] You may return the transparency liquid especially separated by the 2nd reverse osmosis membrane module to the upstream of the 1st reverse osmosis membrane module.

[0025] In this case, with the transparency liquid separated by the 2nd reverse osmosis membrane module, a processed liquid is diluted and the 1st reverse osmosis membrane module is supplied. For this reason, elevation of the osmotic pressure of the concentration liquid of the 1st reverse osmosis membrane module is suppressed, and the operating pressure force of the 1st reverse osmosis membrane module can be suppressed by it. So, the low operating pressure force can raise the recovery of transparency liquid.

[0026] Furthermore, it may join and the transparency liquid separated by the 1st reverse osmosis membrane module and the transparency liquid separated by the 2nd reverse osmosis membrane module may be taken out.

[0027] In this case, the 1st and 2nd reverse osmosis membrane modules have [both] the high salt prevention performance. Therefore, the transparency liquid from which salt was removed by the time it exceeded the predetermined reference value, while the recovery of transparency liquid increased by making the transparency liquid from the 1st reverse osmosis membrane module and the transparency liquid from the 2nd reverse osmosis membrane module join can be obtained.

[0028]

[Embodiments of the Invention] Drawing 1 is the block diagram showing the 1st example of the reverse osmosis membrane decollator concerning this invention. A reverse osmosis membrane decollator is

equipped with the pretreatment unit 2, a liquid transport pump 3, the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step, the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step, and the scale inhibitor addition section 10, and between each part is connected by the pipe line.

[0029] In the reverse osmosis membrane decollator shown in drawing 1, the membrane module of the form of a spiral type, a hollow-filament type, a tubular mold, a plate & frame type, etc. can be used for the reverse osmosis membrane modules 4 and 7 of the 1st step and the 2nd step.

[0030] Moreover, as the film quality of the material of these reverse osmosis membrane modules, it is possible to use an acetyl cellulose, polyvinyl alcohol, a polyamide, etc., and it is desirable that the prevention performance of the organic substance, such as trihalomethane and a tribromomethane, uses a high polyamide especially. Furthermore, as a membrane structure of a reverse osmosis membrane, the bipolar membrane which consists of a skin and a porosity base material is used.

[0031] It is desirable a polyamide with the high prevention performance of the organic substance, such as trihalomethane and a tribromomethane, and to use an aromatic-polyamide bipolar membrane especially, in order to perform seawater desalination processing under the high-pressure force to the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step. Furthermore, after using as an undiluted solution 3.5% brine solution (solution whose salt concentration is 3.5%) of pH 6.5 and operating by the temperature of 25 degrees C, and operating pressure force 5.5MPa for 1 hour, as for the 1st reverse osmosis membrane module 4, it is desirable that salt rejection has 99% or more of performance.

[0032] Here, the salt rejection of a reverse osmosis membrane is given by the following formula.

Salt rejection (%) = $(1 - C_p / C_f) \times 100$ [0033] However, C_p is the concentration of the solute (salt) of supply liquid, and C_f is the concentration of the solute of a permeate.

[0034] Moreover, a film front face is split-face-ized to the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step, and the reverse osmosis membrane which raised transparency flux by increase of the surface area is used for it. That is, the bipolar membrane of the fine porosity base material which supports the skin which consists of all bridge formation aromatic polyamides, and this, for example, the fine porosity base material which consists of a polysulfone, is used. Average surface roughness R_a by which the front face of the skin of a compound reverse osmosis membrane is defined below is formed in the irregularity of 55nm or more. Moreover, the thickness of a skin is 0.08-1.5 micrometers or less, and the thickness of a fine porosity base material is 50-250 micrometers.

[0035] Average surface roughness R_a of the skin which consists of all the above-mentioned bridge formation aromatic polyamides here is defined by the following formula, and is measured by an atomic force microscope, the frictional force microscope, the tunneling microscope, the scanning electron microscope, and the transmission electron microscope.

[0036]

[Equation 1]

$$R_a = \frac{1}{S} \int_0^a \int_0^b |f(x, y) \cdot ZO| dx \cdot dy$$

[0037] A length of two sides of the appointed side (rectangle) where a and b are specified on a measuring object front face among an upper formula, and S are the averages of the height of the appointed side where the area of the appointed side and $f(x, y)$ are given in the surface height in the appointed side, and ZO is given by the following formula.

[0038]

[Equation 2]

$$ZO = \frac{1}{S} \int_0^a \int_0^b f(x, y) dx \cdot dy$$

[0039] After transparency flux's using 0.05% brine solution of pH 6.5 as an undiluted solution, and being 0.08m³ / m² / (kgf/cm²) / Japanese not less under conditions with a temperature of 25 degrees C, and using 0.05% brine solution of pH 6.5 as an undiluted solution and operating by the temperature of 25 degrees C, and operating pressure force 0.5MPa for 30 minutes, as for the reverse osmosis membrane

module 7 of the 2nd step, it is desirable that salt rejection has 99% or more of performance.

[0040] When processing a high concentration solution (seawater) using the reverse osmosis membrane decollator shown in drawing 1, seawater 1 is pretreated by the pretreatment tub 2. It is prepared in order that the pretreatment tub 2 may protect the film surface of the reverse osmosis membrane of the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step from adhesion of a suspended solid and the organic substance and contamination, and processing meanses, such as addition of pH regulator for addition of the means for removing a suspended solid and the organic substance, for example, a sand filter, precision filtration, chlorine, or a flocculant and precipitation prevention of a calcium carbonate or a reducing agent, are installed.

[0041] The pretreated seawater is supplied to the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step by the predetermined pressure by the liquid transport pump 3. In the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step, passage of the salt in seawater is prevented and seawater is divided into the retentate 5 by which salinity was condensed, and the permeate 6 from which salt was removed by the predetermined elimination factor. A retentate 5 is supplied to the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step by the duct which connects the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step, and the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step. A scale component is contained in a retentate 5. For this reason, a scale inhibitor is added by the scale inhibitor addition section 10 in a retentate 5.

[0042] In the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step, the supplied retentate 5 is further divided into a retentate 8 and a permeate 9. A retentate 8 is discharged out of a system as it is, it is returned to the upstream of a liquid transport pump 3 by the pipe-with-collector way extended from the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step, it is mixed with the pretreated seawater, and a permeate 9 is again supplied to the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step.

[0043] In the above-mentioned reverse osmosis membrane decollator, the reverse osmosis membrane with very high transparency flux is used for the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step. For this reason, in the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step, the operating pressure force of super-low voltage of 0.5-1MPa can be boiled, and, therefore, a permeate can be separated. Therefore, when supplying the retentate 5 from the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step to the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step and performing separation processing, a booster pump is arranged, and it is not necessary to carry out the pressure up of the retentate 5, and to supply it among the reverse osmosis membrane modules 4 and 7 of the 1st step and the 2nd step.

[0044] That is, the operating pressure force of the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step is produced according to the difference of the pressure added to a retentate 5 in the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step, and the osmotic pressure of the retentate in the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step. Although this operating pressure force serves as low voltage of about 0.5-1 MPa, the reverse osmosis membrane from which high water permeate flow is obtained is used for the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step under the low operating pressure force as mentioned above. While the booster pump for pressure ups becomes unnecessary by this and the composition of a reverse osmosis membrane decollator is simplified, energy saving at the time of operation can be attained.

[0045] Moreover, the permeate 9 from the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step is returned to the upstream of a liquid transport pump 3, and is again supplied to the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step with seawater 1. For this reason, seawater 1 is diluted by the permeate 9 and the rise of the osmotic pressure of the retentate 5 of the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step is suppressed. Consequently, it becomes possible to suppress the operating pressure force of the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step, and energy saving at the time of operation of a reverse osmosis membrane decollator can be attained.

[0046] Next, the 2nd example of the reverse osmosis membrane decollator concerning this invention is explained with reference to drawing 2. The points which the reverse osmosis membrane decollator shown in drawing 2 makes the permeate 9 of the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step join the permeate 6 of the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step, take it out to the reverse osmosis membrane equipment shown in drawing 1, and are drawn through the duct differ. Moreover,

each reverse osmosis membrane of the reverse osmosis membrane modules 4 and 7 of the 1st step and the 2nd step is constituted like the reverse osmosis membrane decollator shown in drawing 1.

[0047] The retentate 5 of the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step is supplied to the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step. At the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step, since the water permeate flow of a reverse osmosis membrane is raised, a retentate 5 is separated by the low operating pressure force.

[0048] Furthermore, the reverse osmosis membrane of this reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step has pH 6.5 and salt rejection with salt rejection as high after operating by the temperature of 25 degrees C, and operating pressure force 0.5MPa by using a brine solution as an undiluted solution 0.05% for 30 minutes as 99% or more. Therefore, the salt concentration in the permeate 9 obtained by separating the retentate 5 condensed rather than seawater 1 is maintained at a low value. So, though the permeate 9 obtained from the reverse osmosis membrane module 7 of the 2nd step by the permeate 6 obtained from the reverse osmosis membrane module 4 of the 1st step is joined, a permeate with low salt concentration can be obtained. For example, the permeate of the water quality below the potable water criteria (salt concentration) can be obtained.

[0049] Furthermore, especially in the reverse osmosis membrane decollator shown in drawing 1 and drawing 2, operation with the recovery of 40% or more of a permeate and further 50 - 60% of high recovery is attained by having used the high reverse osmosis membrane of transparency flux for the reverse osmosis membrane module of the 2nd step.

[0050]

[Example]

Freshening processing of seawater was performed using the reverse osmosis membrane decollator shown in [example 1] drawing 1. The terms and conditions of a reverse osmosis membrane decollator are as follows.

[0051]

[Table 1]

	第1段目 逆浸透膜モジュール	第2段目 逆浸透膜モジュール
型式	日東電工（株）製 NTR-70SWC-S8	日東電工（株）製 ES10-D8 スキン層：架橋全芳香族ポリアミド スキン層の 平均表面粗さ：Ra=80nm
食塩阻止率	99.7% [条件] pH6.5 3.5%食塩水溶液 25℃ 操作圧力5.5MPa 1時間運転後	98.2% [条件] pH6.5 0.05%食塩水溶液 25℃ 操作圧力0.5MPa 30分運転後
透過流束	—	0.08m ³ /m ² /(kgf/cm ²)/日 [条件] pH6.5 0.05%食塩水溶液 25℃

[0052] The pressure up of the seawater which pretreated was carried out to 7.0MPa(s), the reverse osmosis membrane module of the 1st step was supplied, and the obtained retentate was supplied to the reverse osmosis membrane module of the 2nd step as it was. The permeate obtained by the reverse osmosis membrane module of the 2nd step was made to join the seawater supplied to the reverse osmosis membrane module of the 1st step. Moreover, the retentate obtained by the reverse osmosis membrane module of the 2nd step was discharged as it was.

[0053] Consequently, the salt concentration of the permeate obtained from the reverse osmosis membrane module of the 1st step was 200 ppm. Moreover, the water permeate flow of the permeate was 135m³ / day; and the recovery of the permeate to the amount of supply seawater was 60%. Moreover, as for the fall of water permeate flow, after 2000-hour progress was not seen.

[0054] Freshening processing of seawater was performed using the reverse osmosis membrane decollator shown in [example 2] drawing 2 . The terms and conditions of a reverse osmosis membrane decollator are the same as an example 1.

[0055] The pressure up of the seawater which pretreated was carried out to 7.0MPa(s) to this reverse osmosis membrane decollator, and the reverse osmosis membrane module of the 1st step was supplied. The retentate obtained by the reverse osmosis membrane module of the 1st step was supplied to the reverse osmosis membrane module of the 2nd step as it was. The retentate obtained from the reverse osmosis membrane module of the 1st step and the 2nd step was discharged as it was. Moreover, the permeate obtained from the reverse osmosis membrane module of the 1st step and the 2nd step was taken out. The salt concentration of the permeate obtained from the reverse osmosis membrane module of the 1st step and the 2nd step was 268 ppm, and water permeate flow was 126m³ / day. Moreover, the recovery of the permeate to the amount of supply seawater is 56%, and, as for the fall of water permeate flow, after 2000-hour progress was not seen.

[0056] After operating by the temperature of 25 degrees C, and operating pressure force 5.5MPa for 1

hour by using 3.5% brine solution of pH 6.5 as an undiluted solution for [example of comparison] comparison, the reverse osmosis membrane module of NTR[by NITTO DENKO CORP.]-70 SWC-S8 of 99% or more of salt rejection was used, the pressure up of the seawater which pretreated was carried out to 8.8MPa(s), it was supplied to them, and separation processing was performed for the recovery of a permeate on 60% of conditions. The salt concentration of the obtained permeate was 330 ppm.

Moreover, water permeate flow is 135m³ / day, and the water permeate flow after 2000-hour progress fell 10% compared with the initial state.

[0057] Thus, if the separation method of the reverse osmosis membrane decollator concerning this invention and a high concentration solution is used, the separation processing with about 60% and high recovery will be attained by the low operating pressure force. And after operating for a long time, the decline in recovery is not produced. Thereby, energy saving at the time of operation is possible, and by the low cost, it is stabilized for a long time and a permeate can be obtained.

[Translation done.]

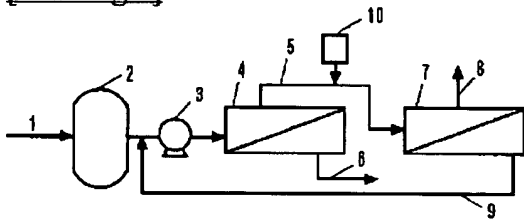
* NOTICES *

Japan Patent Office is not responsible for any damages caused by the use of this translation.

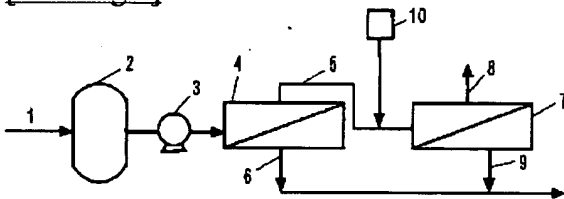
1. This document has been translated by computer. So the translation may not reflect the original precisely.
2. **** shows the word which can not be translated.
3. In the drawings, any words are not translated.

DRAWINGS

[Drawing 1]



[Drawing 2]



[Translation done.]

(19) 日本国特許庁 (J P)

(12) 公 開 特 許 公 報 (A)

(11) 特許出願公開番号

特開平10-305216

(43) 公開日 平成10年(1998)11月17日

(51) Int.Cl. ⁵	識別記号	F I
B 0 1 D 61/08		B 0 1 D 61/08
61/02	5 0 0	61/02 5 0 0
	5 1 0	61/12 5 1 0
61/12		61/58
61/58		

審査請求 未請求 請求項の数 9 O L (全 7 頁) 最終頁に続く

(21) 出願番号 特願平9-115470

(22) 出願日 平成9年(1997)5月6日

(71) 出願人 000003964

日東電工株式会社

大阪府茨木市下穂積1丁目1番2号

(72) 発明者 安藤 雅明

大阪府茨木市下穂積1丁目1番2号 日東
電工株式会社内

(72) 発明者 廣瀬 雅彦

大阪府茨木市下穂積1丁目1番2号 日東
電工株式会社内

(72) 発明者 河田 一郎

大阪府茨木市下穂積1丁目1番2号 日東
電工株式会社内

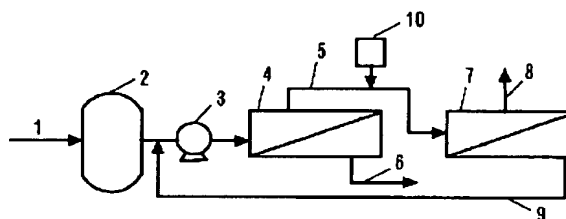
(74) 代理人 弁理士 福島 祥人

(54) 【発明の名称】 逆浸透膜分離装置および高濃度溶液の分離方法

(57) 【要約】

【課題】 より高い回収率でかつ少ないエネルギーで高濃度溶液から淡水を効率的にかつ安定的に得ることが可能な逆浸透膜分離装置および高濃度溶液の分離方法を提供する。

【解決手段】 第1段目の逆浸透膜モジュール4が所定条件下での3.5%食塩水の食塩阻止率が99%以上の性能を有し、第2の逆浸透膜モジュール7が、所定条件下での0.05%食塩水の食塩阻止率が99%以上でかつ透過流束が $0.08 \text{ m}^3 / \text{m}^2 / (\text{kgf} / \text{cm}^2) / \text{日}$ 以上の性能を有する。第1段目の逆浸透膜モジュール4からの濃縮水5を第2段目の逆浸透膜モジュール7に供給し、第2段目の逆浸透膜モジュール7からの透過水9を液送ポンプ3に戻すとともに、第1段目の逆浸透膜モジュール4からの透過水6を取り出す。



【特許請求の範囲】

【請求項1】 第1の逆浸透膜モジュールを前段に設け、第2の逆浸透膜モジュールを後段に設けてなる逆浸透膜分離装置において、

前記第1の逆浸透膜モジュールは、pH6.5の食塩濃度3.5%の水溶液を原液として温度25℃および操作圧力5.5MPaで1時間運転した後の食塩阻止率が99%以上の性能を有し、

前記第2の逆浸透膜モジュールは、pH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液に対する温度25℃での透過流束が $0.08 \text{ m}^3 / \text{m}^2 / (\text{kgf} / \text{cm}^2) / \text{日}$ 以上でありかつpH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液を原液として温度25℃および操作圧力0.5MPaで30分運転した後の食塩阻止率が99%以上の性能を有することを特徴とする逆浸透膜分離装置。

【請求項2】 前記第1の逆浸透膜モジュールにより得られた濃縮液を前記第2の逆浸透膜モジュールに供給する管路を有することを特徴とする請求項1記載の逆浸透膜分離装置。

【請求項3】 前記第2の逆浸透膜モジュールにより得られた透過液を、前記第1の逆浸透膜モジュールの上流側に戻す管路をさらに有することを特徴とする請求項1または2記載の逆浸透膜分離装置。

【請求項4】 前記第1の逆浸透膜モジュールにより得られた透過液と前記第2の逆浸透膜モジュールにより得られた透過液とを合流して外部へ取り出す管路をさらに有することを特徴とする請求項1または2記載の逆浸透膜分離装置。

【請求項5】 前記第2の逆浸透膜モジュールの逆浸透膜が架橋全芳香族ポリアミドからなるスキン層と多孔質支持体との複合膜であることを特徴とする請求項1～4のいずれかに記載の逆浸透膜分離装置。

【請求項6】 前記架橋全芳香族ポリアミドからなるスキン層の表面は、平均表面粗さが55nm以上の凹凸を有することを特徴とする請求項5記載の逆浸透膜分離装置。

【請求項7】 pH6.5の食塩濃度3.5%の水溶液を原液として温度25℃および操作圧力5.5MPaで1時間運転した後の食塩阻止率が99%以上の性能を有する第1の逆浸透膜モジュールに高濃度の被処理液を供給して分離処理し、その濃縮液を、pH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液に対する温度25℃での透過流束が $0.08 \text{ m}^3 / \text{m}^2 (\text{kgf} / \text{cm}^2) / \text{日}$ 以上でありかつpH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液を原液として温度25℃および操作圧力0.5MPaで30分運転した後の食塩阻止率が99%以上の性能を有する第2の逆浸透膜モジュールに供給して分離処理することを特徴とする高濃度溶液の分離方法。

【請求項8】 前記第2の逆浸透膜モジュールにより分離された透過液を、前記第1の逆浸透膜モジュールの上

流側に戻すことを特徴とする請求項7記載の高濃度溶液の分離方法。

【請求項9】 前記第1の逆浸透膜モジュールにより分離された透過液と前記第2の逆浸透膜モジュールにより分離された透過液とを合流して取り出すことを特徴とする請求項7記載の高濃度溶液の分離方法。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】 本発明は、逆浸透膜モジュールを用いて高濃度溶液から高い回収率で低濃度溶液を得るための逆浸透膜分離装置および高濃度溶液の分離方法に関する。

【0002】

【従来の技術】 近年の降雨量の低下、生活レベルの向上および産業の多様化等による水需要の増加に伴って、水不足の被害が全国的に波及し、水資源の安定供給方法の確立が急務となってきている。その中でも逆浸透膜による海水の淡水化方法は、省エネルギー、省スペース、低コスト等の有利性から最も有望視されている。

【0003】 逆浸透膜を用いた海水淡水化処理では、海水の浸透圧以上の圧力で海水が逆浸透膜に供給される。供給された海水は、逆浸透膜の透過作用により、透過水と濃縮水とに分離され、透過水が回収される。

【0004】 現在、実用化されている逆浸透膜を用いた海水淡水化プラントでは、逆浸透膜に5～6MPa以上の操作圧力を付与し、供給された海水から回収される透過水の割合（回収率）が40%程度で運転が行われている。ここで、回収率は

$$\text{回収率}(\%) = \frac{\text{透過水量}}{\text{供給水量}} \times 100$$

で与えられる。

【0005】 このような運転状態において、海水の塩分濃度が3.5%の場合には、濃縮された海水（濃縮水）の塩分濃度が約6%にまで高められ、濃縮水の浸透圧が約4.5MPaとなる。そこで、逆浸透膜に付加される操作圧力は濃縮水の浸透圧よりも高くなるように設定されており、上記のように5～6MPa以上に設定されている。

【0006】

【発明が解決しようとする課題】 逆浸透膜を用いた海水淡水化処理における造水コストをさらに低減するためには、供給される海水量に対する淡水（透過水）の回収率を上昇させることが望ましい。

【0007】 しかしながら、淡水の回収率を上昇させようとすると、逆浸透膜への操作圧力が上昇する。例えば、海水淡水化処理において現在実用化されている膜分離装置、すなわち1種類の逆浸透膜モジュールを複数本並列に配列した膜分離装置を回収率60%で運転する場合を想定する。この場合には、供給される海水の塩分濃度が3.5%の場合、その濃縮水の塩分濃度は8.8%となり、この濃縮水の浸透圧は約7MPaにまで上昇す

る。このため、逆浸透膜への操作圧力は8～9 MPa以上必要となる。

【0008】しかしながら、このような高い操作圧力で運転を行うと、逆浸透膜への圧力負荷が過大となり、ファウリング（膜面汚れ）が生じやすくなる。また、ファウリング物質の種類によっては膜劣化を引き起こす場合もある。

【0009】さらに、濃縮水の溶質濃度が高くなるために、濃縮水中に含まれる海水成分、例えば炭酸カルシウムや硫酸カルシウム等のスケール成分の濃度が高くなって溶解度以上になり、逆浸透膜の膜面に析出してスケールを発生させる問題が生じる。

【0010】なお、海水から高い回収率で淡水を得ることを目的として、高阻止率の逆浸透膜モジュールを多段に配置し、前段の濃縮水を昇圧用ブースターポンプを用いて昇圧し、高圧で濃縮水を処理する方法（特開平8-108048号公報）や、高阻止率の逆浸透膜モジュールとルーズRO膜モジュールとを多段に配置し、高い回収率で淡水を得る方法（特開平8-206460号公報）等が提案されている。

【0011】このように、より少ないエネルギーで高濃度溶液から淡水を高い回収率で効率的に得ることが従来より望まれている。

【0012】本発明の目的は、より高い回収率でかつ少ないエネルギーで高濃度溶液から淡水を効率的にかつ安定的に得ることが可能な逆浸透膜分離装置および高濃度溶液の分離方法を提供することである。

【0013】

【課題を解決するための手段および発明の効果】本発明に係る逆浸透膜分離装置は、第1の逆浸透膜モジュールを前段に設け、第2の逆浸透膜モジュールを後段に設けてなる逆浸透膜分離装置において、第1の逆浸透膜モジュールは、pH6.5の食塩濃度3.5%の水溶液を原液として温度25℃および操作圧力5.5 MPaで1時間運転した後の食塩阻止率が99%以上の性能を有し、第2の逆浸透膜モジュールは、pH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液に対する温度25℃での透過流束が $0.08 \text{ m}^3 / \text{m}^2 / (\text{kgf} / \text{cm}^2) / \text{日}$ 以上でありかつpH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液を原液として温度25℃および操作圧力0.5 MPaで30分運転した後の食塩阻止率が99%以上の性能を有するものである。

【0014】本発明に係る逆浸透膜分離装置においては、第2の逆浸透膜モジュールに、低い操作圧力に対して透過流束の大きい逆浸透膜を用いている。このため、第1段目の逆浸透膜モジュールのみならず、第2段目の逆浸透膜モジュールからも高流量の透過液が得られ、これによって逆浸透膜分離装置を高い回収率で運転することができる。

【0015】また、第1の逆浸透膜モジュールにより得

られた濃縮液を第2の逆浸透膜モジュールに供給する管路を有してもよい。この管路により、第1の逆浸透膜モジュールより得られた濃縮液はそのまま第2の逆浸透膜モジュールに供給される。このため、第1の逆浸透膜モジュールからの濃縮液を昇圧して第2の逆浸透膜モジュールに送り出すためのブースターポンプを不要とし、逆浸透膜分離装置の低コスト化および省エネルギー化を図ることができる。

【0016】さらに、第2の逆浸透膜モジュールにより得られた透過液を、第1の逆浸透膜モジュールの上流側に戻す管路をさらに有してもよい。

【0017】この場合には、第2の逆浸透膜モジュールにより得られた透過液によって原液が希釈されて第1の逆浸透膜モジュールに供給される。このため、第1の逆浸透膜モジュールの濃縮液の浸透圧の上昇が抑制され、それによって第1の逆浸透膜モジュールの操作圧力を抑制することができる。それゆえ、低い操作圧力による運転が可能となり、逆浸透膜分離装置の省エネルギー化に寄与する。

【0018】さらに、第1の逆浸透膜モジュールにより得られた透過液と第2の逆浸透膜モジュールにより得られた透過液とを合流して外部へ取り出す管路をさらに有してもよい。

【0019】この場合、第1および第2の逆浸透膜モジュールはともに高い食塩阻止性能を有している。このため、第1の逆浸透膜モジュールからの透過液と第2の逆浸透膜モジュールからの透過液とを合流させることにより透過液の回収率が高まるとともに所定の基準値を超えるまでに食塩が除去された透過液を得ることができる。

【0020】特に、第2の逆浸透膜モジュールの逆浸透膜は架橋全芳香族ポリアミドからなるスキン層と多孔質支持体との複合膜であることが好ましい。さらに、架橋全芳香族ポリアミドからなるスキン層の表面は、平均表面粗さが55 nm以上の凹凸を有することが好ましい。なお、平均表面粗さは「発明の実施の形態」の欄において定義された式によって求めたものである。

【0021】この場合、第2の逆浸透膜モジュールの逆浸透膜の表面を粗面化して表面積を増大させることにより透過流束が高められる。これにより、第2の逆浸透膜モジュールからの透過液量が増大し、逆浸透膜分離装置の回収率を高めることができる。

【0022】本発明に係る高濃度溶液の分離方法は、pH6.5の食塩濃度3.5%の水溶液を原液として温度25℃および操作圧力5.5 MPaで1時間運転した後の食塩阻止率が99%以上の性能を有する第1の逆浸透膜モジュールに高濃度の被処理液を供給して分離処理し、その濃縮液を、pH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液に対する温度25℃での透過流束が $0.08 \text{ m}^3 / \text{m}^2 / (\text{kgf} / \text{cm}^2) / \text{日}$ 以上でありかつpH6.5の食塩濃度0.05%の水溶液を原液として温度

25℃および操作圧力0.5MPaで30分運転した後、食塩阻止率が99%以上の性能を有する第2の逆浸透膜モジュールに供給して分離処理するものである。

【0023】本発明に係る高濃度溶液の分離方法においては、第2の逆浸透膜モジュールに、低い操作圧力に対して透過流束の大きい逆浸透膜を用いている。このため、第1段目の逆浸透膜モジュールのみならず、第2段目の逆浸透膜モジュールからも高流量の透過液が得られ、これによって透過液の回収率が高められる。

【0024】特に、第2の逆浸透膜モジュールにより分離された透過液を第1の逆浸透膜モジュールの上流側に戻してもよい。

【0025】この場合には、第2の逆浸透膜モジュールにより分離された透過液によって被処理液が希釈されて第1の逆浸透膜モジュールに供給される。このため、第1の逆浸透膜モジュールの濃縮液の浸透圧の上昇が抑制され、それによって第1の逆浸透膜モジュールの操作圧力を抑制することができる。それゆえ、低い操作圧力によって透過液の回収率を高めることができる。

【0026】さらに、第1の逆浸透膜モジュールにより分離された透過液と第2の逆浸透膜モジュールにより分離された透過液とを合流して取り出してもよい。

【0027】この場合、第1および第2の逆浸透膜モジュールはともに高い食塩阻止性能を有している。したがって、第1の逆浸透膜モジュールからの透過液と第2の逆浸透膜モジュールからの透過液とを合流させることにより透過液の回収率が高まるとともに所定の基準値を越えるまでに食塩が除去された透過液を得ることができる。

【0028】

【発明の実施の形態】図1は、本発明に係る逆浸透膜分離装置の第1の例を示す構成図である。逆浸透膜分離装置は、前処理ユニット2、液送ポンプ3、第1段目の逆浸透膜モジュール4、第2段目の逆浸透膜モジュール7およびスケール防止剤添加部10を備え、各部間が配管系により接続されている。

【0029】図1に示す逆浸透膜分離装置において、第1段目および第2段目の逆浸透膜モジュール4、7には、スパイラル型、中空糸型、チューブラー型、プレート&フレーム型等の形式の膜モジュールを用いることができる。

【0030】また、これらの逆浸透膜モジュールの膜材質としては、アセチルセルロース、ポリビニルアルコール、ポリアミド等を使用することが可能であり、特にトリハロメタンやトリブロモメタン等の有機物の阻止性能が高いポリアミドを使用することが好ましい。さらに、逆浸透膜の膜構造としては、スキン層と多孔質支持体とからなる複合膜が使用される。

【0031】特に、第1段目の逆浸透膜モジュール4には、高圧力下での海水淡水化処理を行うために、トリハ

ロメタンやトリブロモメタン等の有機物の阻止性能が高いポリアミド、特に、芳香族ポリアミド複合膜を使用することが好ましい。さらに、第1の逆浸透膜モジュール4は、pH6.5の3.5%食塩水溶液（食塩濃度が3.5%の水溶液）を原液とし、温度25℃、操作圧力5.5MPaで1時間運転した後での食塩阻止率が99%以上の性能を有することが好ましい。

【0032】ここで、逆浸透膜の食塩阻止率は次式で与えられる。

$$\text{食塩阻止率 (\%)} = (1 - C_p / C_f) \times 100$$

【0033】ただし、 C_p は供給液の溶質（食塩）の濃度であり、 C_f は透過水の溶質の濃度である。

【0034】また、第2段目の逆浸透膜モジュール7には、膜表面を粗面化し、その表面積の増大により透過流束を高めた逆浸透膜が用いられる。すなわち、架橋全芳香族ポリアミドからなるスキン層とこれを支持する微多孔質支持体、例えばポリスルホンからなる微多孔質支持体との複合膜が用いられる。複合逆浸透膜のスキン層の表面は、以下に定義される平均表面粗さ R_a が55nm以上の凹凸に形成される。また、スキン層の厚みは、0.08~1.5 μm 以下であり、微多孔質支持体の厚みは50~250 μm である。

【0035】ここで、上記の架橋全芳香族ポリアミドからなるスキン層の平均表面粗さ R_a は次式で定義され、原子間力顕微鏡、摩擦力顕微鏡、トンネル顕微鏡、走査電子顕微鏡、透過電子顕微鏡により測定される。

【0036】

【数1】

$$R_a = \frac{1}{S} \int_0^a \int_0^b |f(x, y) \cdot ZO| dx \cdot dy$$

【0037】上式中、 a 、 b は測定対象表面に規定される指定面（長方形）の2辺の長さ、 S は指定面の面積、 $f(x, y)$ は指定面内での表面高さ、 ZO は次式で与えられる指定面の高さの平均値である。

【0038】

【数2】

$$ZO = \frac{1}{S} \int_0^a \int_0^b f(x, y) dx \cdot dy$$

【0039】第2段目の逆浸透膜モジュール7は、透過流束がpH6.5の0.05%食塩水溶液を原液とし、温度25℃の条件下で0.08 $\text{m}^3/\text{m}^2/(\text{kgf}/\text{cm}^2)$ /日以上であり、かつpH6.5の0.05%食塩水溶液を原液とし、温度25℃、操作圧力0.5MPaで30分運転した後での食塩阻止率が99%以上の性能を有することが好ましい。

【0040】図1に示す逆浸透膜分離装置を用いて高濃度溶液（海水）を処理する場合、海水1は前処理槽2で前処理される。前処理槽2は、第1段目の逆浸透膜モジュール4の逆浸透膜の膜面を懸濁物質や有機物の付着、汚染から保護するために設けられており、懸濁物質や有

機物を除去するための手段、例えば砂濾過、精密濾過、塩素や凝集剤の添加、炭酸カルシウムの沈殿防止のためのpH調整剤や還元剤の添加等の処理手段が設置される。

【0041】前処理された海水は、液送ポンプ3により所定の圧力で第1段目の逆浸透膜モジュール4に供給される。第1段目の逆浸透膜モジュール4では海水中の食塩の通過が阻止され、海水が、塩分が濃縮された濃縮水5と所定の除去率で食塩が除去された透過水6とに分離される。濃縮水5は第1段目の逆浸透膜モジュール4と第2段目の逆浸透膜モジュール7とを連結する管路によって第2段目の逆浸透膜モジュール7に供給される。濃縮水5にはスケール成分が含まれる。このため、スケール防止剤添加部10によって濃縮水5中にスケール防止剤が添加される。

【0042】第2段目の逆浸透膜モジュール7では、供給された濃縮水5がさらに濃縮水8と透過水9とに分離される。濃縮水8はそのまま系外へ排出され、透過水9は第2段目の逆浸透膜モジュール7から伸びる合流管路によって液送ポンプ3の上流側へ戻され、前処理された海水と混合されて再び第1段目の逆浸透膜モジュール4へ供給される。

【0043】上記の逆浸透膜分離装置では、第2段目の逆浸透膜モジュール7に透過流束が極めて高い逆浸透膜が用いられている。このため、第2段目の逆浸透膜モジュール7においては0.5~1MPaという超低压の操作圧力をによって透過水を分離することができる。したがって、第1段目の逆浸透膜モジュール4からの濃縮水5を第2段目の逆浸透膜モジュール7に供給して分離処理を行う場合、第1段目と第2段目の逆浸透膜モジュール4、7の間にブースターポンプを配置して濃縮水5を昇圧して供給する必要がない。

【0044】すなわち、第2段目の逆浸透膜モジュール7の操作圧力は第1段目の逆浸透膜モジュール4において濃縮水5に付加される圧力と第2段目の逆浸透膜モジュール7内における濃縮水の浸透圧との差により生じる。この操作圧力は0.5~1MPa程度の低压となるが、上述のように、第2段目の逆浸透膜モジュール7には低い操作圧力下で高い透過水量が得られる逆浸透膜が用いられている。これにより、昇圧用のブースターポンプが不要となり、逆浸透膜分離装置の構成が簡略化されとともに、運転時の省エネルギー化を図ることができる。

【0045】また、第2段目の逆浸透膜モジュール7からの透過水9は液送ポンプ3の上流側に戻され、海水1

とともに再び第1段目の逆浸透膜モジュール4に供給される。このため、海水1が透過水9によって希釈され、第1段目の逆浸透膜モジュール4の濃縮水5の浸透圧の上昇が抑制される。この結果、第1段目の逆浸透膜モジュール4の操作圧力を抑制することが可能となり、逆浸透膜分離装置の運転時の省エネルギー化を図ることができる。

【0046】次に、本発明に係る逆浸透膜分離装置の第2の例について図2を参照して説明する。図2に示す逆浸透膜分離装置は、図1に示す逆浸透膜装置に対し、第2段目の逆浸透膜モジュール7の透過水9を第1段目の逆浸透膜モジュール4の透過水6に合流させて取り出し管路を通して導出している点が異なる。また、第1段目および第2段目の逆浸透膜モジュール4、7の各逆浸透膜は図1に示す逆浸透膜分離装置と同様に構成されている。

【0047】第1段目の逆浸透膜モジュール4の濃縮水5は第2段目の逆浸透膜モジュール7に供給される。第2段目の逆浸透膜モジュール7では、逆浸透膜の透過水量が高められているため、濃縮水5は低い操作圧力で分離される。

【0048】さらに、この第2段目の逆浸透膜モジュール7の逆浸透膜は、pH6.5、0.05%食塩水溶液を原液として温度25℃、操作圧力0.5MPaで30分運転した後での食塩阻止率が99%以上と高い食塩阻止率を有する。したがって、海水1よりも濃縮された濃縮水5を分離して得られた透過水9中の食塩濃度は低い値に保たれる。それゆえ、第1段目の逆浸透膜モジュール4から得られた透過水6に第2段目の逆浸透膜モジュール7から得られた透過水9を合流したとしても、食塩濃度の低い透過水を得ることができる。例えば、飲料水基準以下の水質（食塩濃度）の透過水を得ることができる。

【0049】さらに、図1および図2に示す逆浸透膜分離装置では、特に第2段目の逆浸透膜モジュールに透過流束の高い逆浸透膜を用いたことにより、透過水の回収率40%以上、さらには50~60%の高い回収率での運転が可能となる。

【0050】

【実施例】

〔実施例1〕図1に示す逆浸透膜分離装置を用いて海水の淡水化処理を行った。逆浸透膜分離装置の諸条件は下表の通りである。

【0051】

【表1】

10

20

30

40

	第1段目 逆浸透膜モジュール	第2段目 逆浸透膜モジュール
型式	日東電工(株)製 NTR-70SWC-S8	日東電工(株)製 ES10-D8 スキン層: 架橋全芳香族ポリアミド スキン層の 平均表面粗さ: $Ra = 80 \text{ nm}$
食塩阻止率	99.7% [条件] pH6.5 3.5%食塩水溶液 25℃ 操作圧力5.5MPa 1時間運転後	99.2% [条件] pH6.5 0.05%食塩水溶液 25℃ 操作圧力0.5MPa 30分運転後
透過流量	—	0.08 $\text{m}^3/\text{m}^2/(\text{kgf}/\text{cm}^2)/\text{日}$ [条件] pH6.5 0.05%食塩水溶液 25℃

【0052】前処理を行った海水を7.0MPaに昇圧し、第1段目の逆浸透膜モジュールに供給し、得られた濃縮水をそのまま第2段目の逆浸透膜モジュールに供給した。第2段目の逆浸透膜モジュールにより得られた透過水は第1段目の逆浸透膜モジュールに供給する海水に合流させた。また、第2段目の逆浸透膜モジュールにより得られた濃縮水はそのまま排出した。

【0053】この結果、第1段目の逆浸透膜モジュールから得られた透過水の食塩濃度は200ppmであった。また、その透過水の透過水量は135 $\text{m}^3/\text{日}$ で、供給海水量に対する透過水の回収率は60%であった。また、2000時間経過後も透過水量の低下は見られなかった。

【0054】【実施例2】図2に示す逆浸透膜分離装置を用いて海水の淡水化処理を行った。逆浸透膜分離装置の諸条件は実施例1と同一である。

【0055】この逆浸透膜分離装置に対し、前処理を行った海水を7.0MPaに昇圧し、第1段目の逆浸透膜モジュールに供給した。第1段目の逆浸透膜モジュールにより得られた濃縮水はそのまま第2段目の逆浸透膜モジュールに供給した。第1段目および第2段目の逆浸透膜モジュールから得られた濃縮水はそのまま排出した。また、第1段目および第2段目の逆浸透膜モジュールから得られた透過水を取り出した。第1段目および第2段目の逆浸透膜モジュールから得られた透過水の食塩濃度は268ppmであり、透過水量は126 $\text{m}^3/\text{日}$ であった。また、供給海水量に対する透過水の回収率は56

%であり、2000時間経過後も透過水量の低下は見られなかった。

【0056】【比較例】比較のために、pH6.5の3.5%食塩水溶液を原液として温度25℃、操作圧力5.5MPaで1時間運転した後での食塩阻止率99%以上の日東電工株式会社製NTR-70SWC-S8の逆浸透膜モジュールを使用し、前処理を行った海水を8.8MPaに昇圧して供給し、透過水の回収率を60%の条件で分離処理を行った。得られた透過水の食塩濃度は330ppmであった。また、透過水量は135 $\text{m}^3/\text{日}$ であり、2000時間経過後の透過水量は初期状態に比べ10%低下した。

【0057】このように、本発明に係る逆浸透膜分離装置および高濃度溶液の分離方法を用いると、低い操作圧力では60%と高い回収率での分離処理が可能となる。しかも、長時間運転した後も回収率の低下は生じない。これにより、運転時の省エネルギー化が可能で、かつ低コストで透過水を長時間安定して得ることができる。

【図面の簡単な説明】

【図1】本発明による逆浸透膜分離装置の第1の例を示す構成図である。

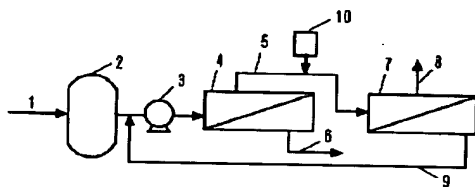
【図2】本発明による逆浸透膜分離装置の第2の例を示す構成図である。

【符号の説明】

- 1 海水
- 2 前処理ユニット
- 3 液送ポンプ

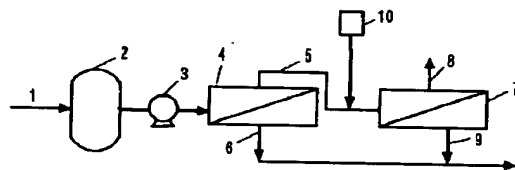
11
4 第1段目の逆浸透膜モジュール
5, 8 濃縮水

【図1】



(7) 特開平10-305216
12
* 6, 9 透過水
* 7 第2段目の逆浸透膜モジュール

【図2】



フロントページの続き

(51)Int.Cl.⁶

B 0 1 D 69/12

71/56

C 0 2 F 1/44

識別記号

F I

B 0 1 D 69/12

71/56

C 0 2 F 1/44

G